



UNIVERSIDADE DE BRASÍLIA
INSTITUTO DE QUÍMICA
Graduação em Engenharia Química

NATIELLY ANDRESSA SOUZA PÍCOLI

Projeto de Engenharia Química 2: Projeto de Utilidades para Indústria Química

Projeto Final de Curso

Brasília
18 de dezembro de 2020

NATIELLY ANDRESSA SOUZA PÍCOLI

Projeto de Engenharia Química 2: Projeto de Utilidades para Indústria Química

Trabalho de Conclusão de Curso apresentado ao Curso de Engenharia Química, IQ-UNB, como parte dos requisitos necessários à obtenção do título de Bacharel em Engenharia Química.

Orientador: Prof. José Joaquin Linares León

Brasília

18 de dezembro de 2020

Dedico a Deus por ter permitido a minha entrada e também conclusão deste curso tão difícil, por estar sempre ao meu lado nos momentos mais difíceis desse curso, que não foram poucos, e por sempre colocar pessoas incríveis para me dar forças para não desistir.

Dedico aos meus pais, Anderson e Nelcimar, por todo incentivo e investimento em minha educação por toda minha vida, vocês sempre foram meu alicerce.

Dedico ao meu esposo, Renan, que foi meu companheiro fiel desde o meu primeiro ano da graduação, sem ele com certeza eu não teria conseguido, sua parceria e apoio foram essenciais para eu conseguir concluir esse curso.

Agradecimentos

Agradeço primeiramente a Deus por ter me dado condições de concluir um curso que sou tão apaixonada, à Ele toda honra e glória para sempre.

Agradeço aos meus pais, minha base.

Agradeço ao meu esposo, que sempre foi meu porto seguro, pra onde sei que posso correr no momento das dificuldades.

Agradeço meus amigos e colegas de curso, em especial ao meu amigo Francisco, companheiro de diversas disciplinas, companheiro de vida também, devo muito dessa conquista a ele, serei eternamente grata por toda ajuda e consideração que sempre demonstrou comigo.

A todos os meus professores da graduação, que foram de fundamental importância na construção da minha vida profissional, meu muito obrigada.

Resumo

O presente trabalho visa projeto das principais utilidades em uma indústria química. Levando em consideração gasto energético, custo e especificações em geral.

Palavras-chave: trocador de calor. bombas. Instrumentação e Controle.

Sumário

1. Trocadores de Calor	2
1.1 Balanço de energia para cálculo da vazão mássica de água.....	5
1.2 Cálculo do coeficiente global médio de troca de calor (U)	5
1.3 Cálculo da diferença média logarítmica de temperatura (ΔT_{ml})	7
1.4 Cálculo da área de troca de calor (A)	7
1.5 Cálculo da área corrigida (A').....	8
1.6 Cálculo do número de Tubos (Nt)	9
1.7 Cálculo do diâmetro do casco (Dc)	10
1.8 Cálculo da área externa do casco (Aec)	11
1.9 Cálculo do custo aproximado do projeto do trocador.....	11
1.10 Temperatura e pressão de projeto	11
1.11 Especificação do trocador.....	12
1.12 Diagrama simplificado do processo	14
2. Projeto de Bomba Centrífuga	14
2.1 Cálculos do Projeto.....	15
2.2 Anexos	22
3. Instrumentação e Controle	24
3.1 Diagrama de Processo – Identificação das Correntes.....	24
3.2 Diagrama De Processo – Instrumentação e Controle.....	25
3.3 Fichas de Especificação - Instrumentos e Laços de Controle.....	26

1. Trocadores de Calor

O foco do presente projeto será trabalhar com um condensador utilizado no processo Claus, cuja representação é evidenciada por um contorno em azul na figura 1.

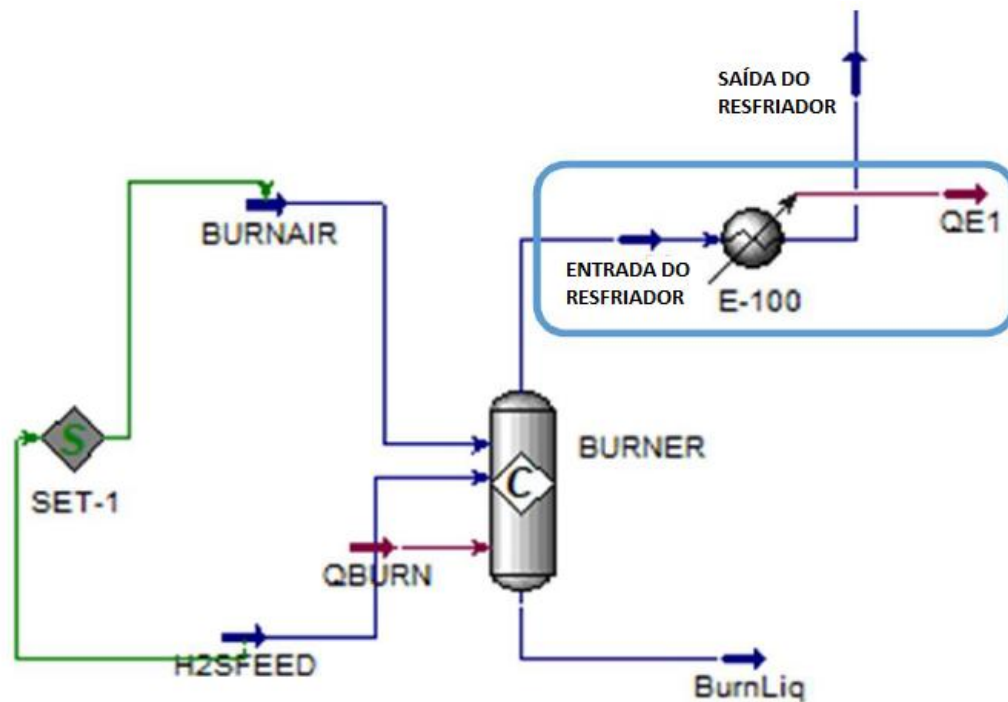


Figura 1: Fluxograma do Processo Claus.

O que se pede é que projete o trocador de calor, para isso é necessário preencher as fichas de especificação de correntes de materiais e especificação do trocador de calor. É preciso também definir o tipo de trocador, bem como tamanho e número de tubos, área de troca, calor total trocado e custo aproximado do trocador.

Os dados de processo serão consultados na com base nos resultados de uma simulação feita com ajuda de simulador comercial, onde serão feitas apenas umas conversões de unidades para conseguirmos a unidade de trabalho, como a pressão e calor específico que tiverem suas unidades modificadas.

Nas tabelas 1 e 2 abaixo estarão as especificações das correntes de entrada e saída do resfriador, respectivamente:

Tabela 1: Especificação da corrente de entrada do resfriador.

CORRENTES MATERIAIS

Número de corrente	Entrada do Resfriador	
Descrição	corrente de entrada de fluido gasoso quente com enxofre a ser condensado	
Pressão	2,721	Kg/cm ² g
Temperatura	1149	°C
Vazão mássica	4575	Kg/h
Vazão molar	162,6	Kmol/h
Entalpia total	0,0009362	Gkcal/h
Fração de sólidos	0	
Fração de vapor	1	
PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA		
Vazão volumétrica @P e T de operação	-	m³/h
Peso molecular	-	Kg/kmol
Densidade	-	Kg/m³
Viscosidade	-	cP
Condutividade térmica	-	W/m·K
Calor específico	-	kJ/kg·°C
Tensão superficial	-	dinas/cm
PROPRIEDADES DA FASE VAPOR/GÁS		
Vazão volumétrica @P e T de operação	7205	m³/h
Peso molecular	28,14	Kg/kmol
Densidade	0,6349	Kg/m³
Viscosidade	4,509x10 ⁻²	cP
Condutividade térmica	7,960x10 ⁻²	W/m·K
Calor específico	1,295	kJ/kg·°C
Fator de compressibilidade	1	
COMPOSIÇÃO		
Componente	Fração molar	Fração mássica
H2S	0,0635	0,0769
SO2	0,0318	0,0723
H2O	0,2124	0,1360
S	0,1770	0,2017
N2	0,5153	0,5130
O2	0	0
S2	0	0
S3	0	0
S4	0	0
S5	0	0
S6	0	0
S7	0	0
S8	0	0

Tabela 2: Especificação da corrente de saída do resfriador.

CORRENTES MATERIAIS

Número de corrente	Saída do Resfriador	
Descrição	corrente de saída de fluido frio, rico em enxofre que foi condensado	
Pressão	1,687	Kg/cm² g
Temperatura	148,9	°C
Vazão mássica	4575,0	Kg/h
Vazão molar	162,6	Kmol/h
Entalpia total	-0,0004593	Gkcal/h
Fração de sólidos	0	
Fração de vapor	0,8058	
PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA		
Vazão volumétrica @P e T de operação	0,5362	m³/h
Peso molecular	30,87	Kg/kmol
Densidade	1817	Kg/m³
Viscosidade	7,57 x 10 ⁴	cP
Condutividade térmica	0,1403	W/m·K
Calor específico	1,086	kJ/kg·°C
Tensão superficial	57,37	dinas/cm
PROPRIEDADES DA FASE VAPOR/GÁS		
Vazão volumétrica @P e T de operação	2779	m³/h
Peso molecular	27,48	Kg/kmol
Densidade	1,296	Kg/m³
Viscosidade	2,023x10 ⁻²	cP
Condutividade térmica	3,056x10 ⁻²	W/m·K
Calor específico	1,152	kJ/kg·°C
Fator de compressibilidade	1	
COMPOSIÇÃO		
Componente	Fração molar	Fração mássica
H2S	0,0635	0,0769
SO2	0,0318	0,0723
H2O	0,2124	0,1360
S	0,1770	0,2017
N2	0,5153	0,5130
O2	0	0
S2	0	0
S3	0	0
S4	0	0
S5	0	0
S6	0	0
S7	0	0
S8	0	0

Com os dados necessários preenchidos, agora precisamos calcular o que se pede para o projeto.

1.1 Balanço de energia para cálculo da vazão mássica de água

A vazão mássica de água, que é o fluido refrigerante, será encontrada através da equação 1 abaixo:

$$\Delta q = \dot{m} c_p \Delta T \quad (1)$$

Onde:

Δq = calor retirado do fluido quente, (q saída – q entrada) do resfriador

\dot{m} = vazão mássica do fluido frio

ΔT = diferença de temperatura do fluido frio

c_p = calor específico da água, 1 kcal/kg.°C

Como dito nas observações, o fluido refrigerante é a água, cuja temperatura de entrada no trocador será de 28 °C e de saída de 45 °C, portanto $\Delta T = 17^\circ\text{C}$.

$$\dot{m} = \frac{\Delta q}{c_p \Delta T}$$

$$\dot{m} = \frac{1395510}{1 \times 17} = 82088,824 \text{ kg/h}$$

1.2 Cálculo do coeficiente global médio de troca de calor (U)

É calculado pela equação 2 abaixo:

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_c} + \frac{1}{h_f} = r_c + r_f \quad (2)$$

Onde:

U= coeficiente global médio

h_c = resistência oposta pelo fluido quente

h_f = resistência do fluido frio

r_c = resistência por incrustações que se depositam no lado quente

r_f = resistência por incrustações que se depositam no lado frio

As resistências à troca de calor da equação 2 são obtidas através da média aritmética dos valores nos extremos dos intervalos presentes na tabela 3.

Tabela 3: valor das resistências a troca de calor

Valor aproximado de h(kcal/(h.m².°C))
Sem mudança de fase

Água	1400-10000
Gases	10-240
Solventes orgânicos	300-2400
Hidrocarbonetos	50-600
Produtos condensando	
Vapor de água	4900-15000
solvente orgânico	700-2400
Hidrocarbonetos leves	950-1950
Hidrocarbonetos pesados	100-250
Produtos evaporando	
Água	3900-9800
Solventes orgânicos	500-1500
Hidrocarbonetos leves	750-1450
Hidrocarbonetos pesados	50-250

Como pela ficha das correntes temos 80% de fração de vapor na saída do resfriador, fluido quente, que é um hidrocarboneto pesado, podemos concluir que apenas uma pequena parte do que entrou mudou de fase, assim o hc considerado será sem mudança de fase. E o fluido frio como é a água, também não há mudança de fase, portanto hf considerado também será sem mudança de fase.

Então:

$$h_c = 125 \text{ kcal}/(\text{h} \cdot \text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$$

$$h_f = 5700 \text{ kcal}/(\text{h} \cdot \text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$$

As resistências por incrustações são apresentadas na tabela 4:

Tabela 4: resistências por incrustações.

Coeficientes de deposição $((\text{h} \cdot \text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})/\text{kcal})$	
Fluidos limpos	0,0001-0,0002
Fluido sujo	0,0004-0,002
Água de refrigeração	0,0002-0,0004
Vapor de água	0,0001-0,0002

As resistências a incrustações levam em consideração as características do fluido, o fluido quente pode ser considerado um fluido sujo. Para a água será considerada a média dos coeficientes de água de refrigeração. Então:

$$r_c = 0,0012 \text{ } ((\text{h} \cdot \text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})/\text{kcal})$$

$$r_f = 0,0003 \text{ } ((\text{h} \cdot \text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})/\text{kcal})$$

Assim temos que, pela equação 2:

$$U = 103,354 \text{ kcal}/(\text{h.m}^2.\text{°C}).$$

1.3 Cálculo da diferença média logarítmica de temperatura (ΔT_{ml})

Precisa-se calcular a diferença média logarítmica de temperatura para encontrarmos a área de troca do trocador de calor, encontraremos seu valor pela equação 3 abaixo:

$$\Delta T_{ml} = \frac{(t_1 - T_2) - (t_2 - T_1)}{\ln \frac{(t_1 - T_2)}{(t_2 - T_1)}} \quad (3)$$

Onde:

t_1 = temperatura de entrada do fluido quente

t_2 = temperatura de saída do fluido quente

T_1 = temperatura de entrada do fluido frio

T_2 = temperatura de saída do fluido frio

$$\Delta T_{ml} = \frac{(1149 - 45) - (148,9 - 28)}{\ln \frac{(1149 - 45)}{(148,9 - 28)}} = 444,493^\circ\text{C}$$

1.4 Cálculo da área de troca de calor (A)

Para calcular a área de troca utiliza-se a equação 4 abaixo:

$$Q = Ux Ax \Delta T_{ml} \quad (4)$$

Onde:

Q = é o calor total trocado, ou seja Δq , utilizado na equação 1.

A = área total de troca

ΔT_{ml} = diferença média logarítmica da temperatura

Resolvendo a equação 4 para A:

$$A = \frac{Q}{Ux \Delta T_{ml}}$$

$$A = \frac{1395510}{103,354 \times 444,493} = 30,377 \text{ m}^2$$

Tabela 5: Resultados obtidos

$\dot{m} = 82088,824 \text{ kg/h}$
$U = 103,354 \text{ kcal}/(\text{h.m}^2.\text{°C}).$

$\Delta T_{ml} = 444,493^{\circ}\text{C}$

$A = 30,377 \text{ m}^2$

1.5 Cálculo da área corrigida (A')

A equação 4 funciona para áreas de troca entre 10 e 20m², como a área não está nesse intervalo é preciso que utilize-se outro tipo de trocador, o trocador de casco tubo, recomendado para áreas de troca maiores. Para isso é preciso recalcular a área de troca com uma correção, feita pelo fator F, que é calculado pelo método gráfico, analisando o gráfico contido na figura 2. Mas, para utilizarmos o gráfico precisamos encontrar dois parâmetros, P e R, conforme equações 5 e 6 abaixo, respectivamente.

$$P = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} \quad (5)$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} \quad (6)$$

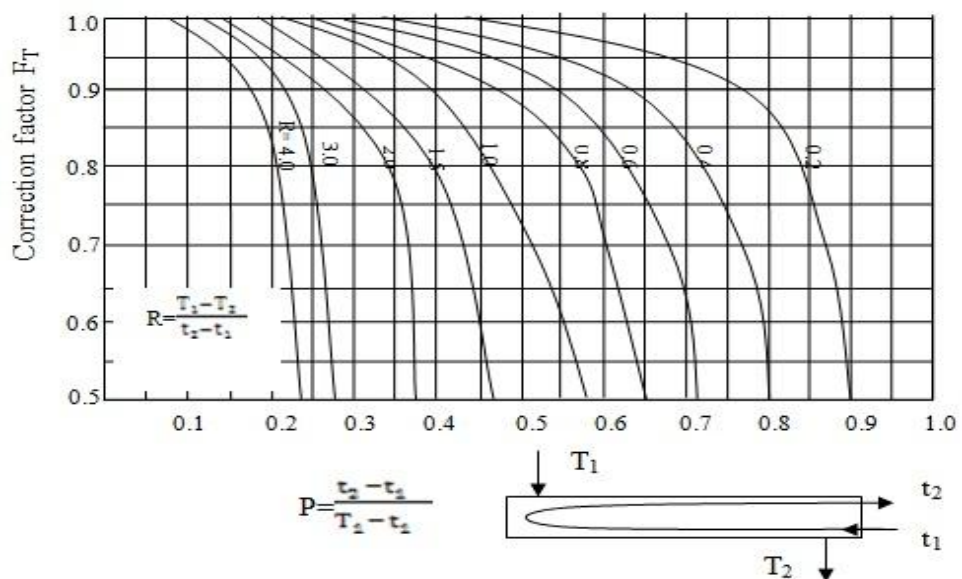


Figura 2: gráfico para cálculo do fator F de correção

Resolvendo as equações 5 e 6:

$$P = \frac{148,9 - 1149}{28 - 1149} = 0,8921$$

$$R = \frac{28 - 45}{148,9 - 1149} = 0,017$$

Deverá ser feita extrapolação das curvas no gráfico do fator de correção F, conforme figura 3:

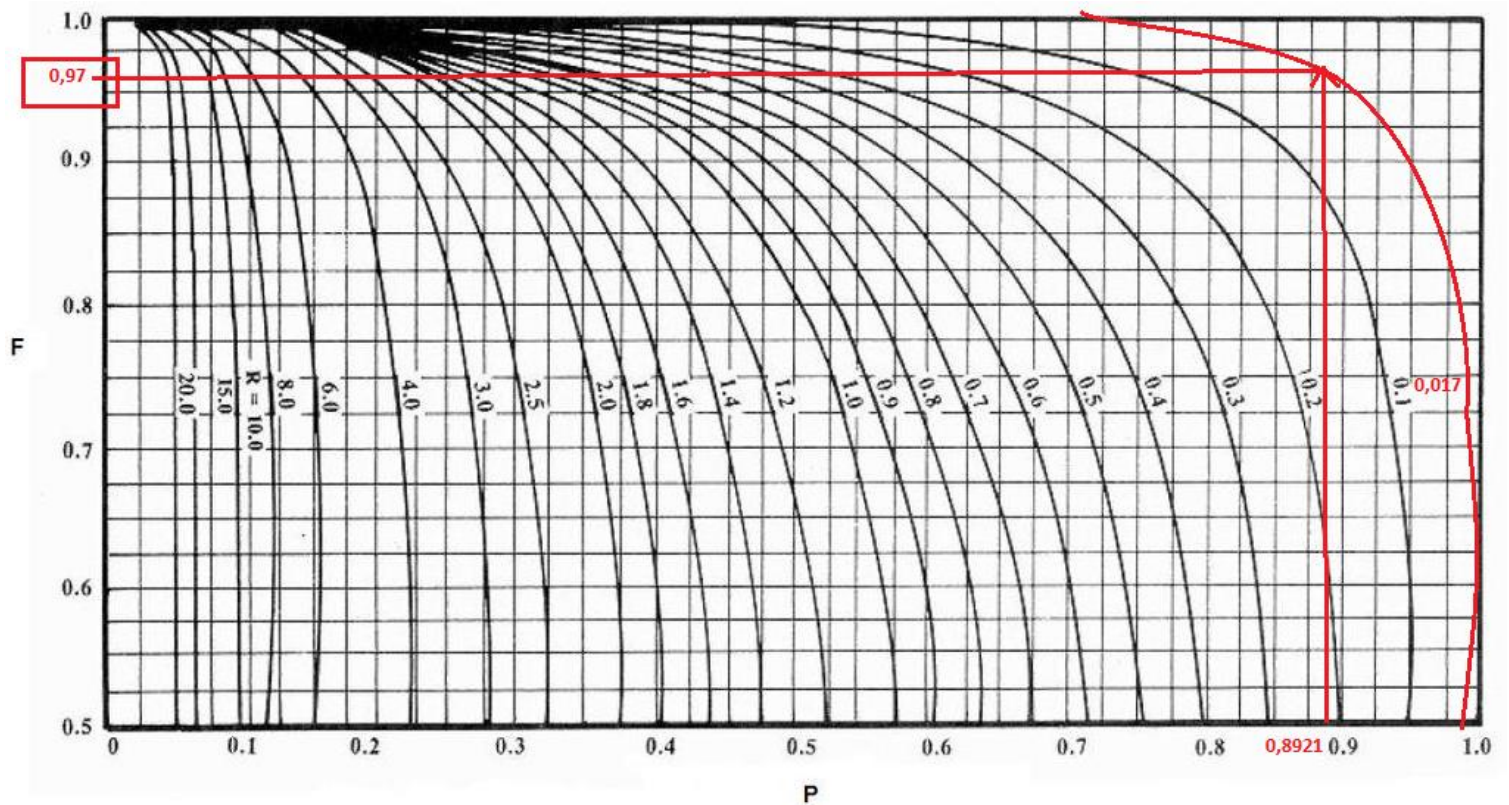


Figura 3: Gráfico para determinação do fator de correção F.

Com utilização do método gráfico o valor de F encontrado foi:

$F=0,97$.

Como F deu um valor bem alto, não é necessário mais de uma carcaça.

Para encontrar a área corrigida (A') basta dividir a área anterior (A) pelo fator F de correção, conforme equação 7:

$$A' = \frac{A}{F} \quad (7)$$

Resolvendo:

$$A' = \frac{30,377}{0,97} = 31,316 \text{ m}^2.$$

1.6 Cálculo do número de Tubos (Nt)

Com a área corrigida pode-se se calcular a quantidade de tubos (Nt) para o trocador pela equação 8:

$$Nt = \frac{A'}{L_t \times \pi \times D_t} \quad (8)$$

Onde:

Nt= número de tubos

A' = área corrigida de troca térmica

L_t = comprimento do tubo

Dt= diâmetro do tubo

Nesse momento é necessário fazer a escolha de qual fluido passará por dentro do tubo e qual passará na carcaça, o que é sugerido é que o fluido quente passe pelos tubos para evitar isolar a carcaça, e além disso ele é sujo e corrosivo, e passando pelo tubos, ao circular com uma maior velocidade diminui o risco de deposição, sendo também a limpeza mais fácil e também evita danificar a carcaça que é muito mais difícil e mais oneroso de se trocar que os tubos. Então fluido quente passará pelos tubos e água de refrigeração pela carcaça.

O diâmetro de tubo (Dt) recomendado é de 1”(0,0254m), pois é um serviço sujo. O comprimento mais freqüente para tubos (Lt) maiores de 20m² é de 20 pés (6096 mm). Já a galga, espessura, do tubo (BWG) para tubos de 1”, de aço ao carbono, usa-se uma BWG12 (2,77mm).

Resolvendo a equação 8:

$$Nt = \frac{31,316}{6,096 \times \pi \times 0,0254} = 64,378 \sim 65 \text{ tubos}$$

1.7 Cálculo do diâmetro do casco (Dc)

Para o cálculo do diâmetro do casco (Dc) deve ser levado em conta o arranjo dos tubos e a distância entre eles. O arranjo dos tubos será o quadrado com passo(S=distância entre os centros dos tubos), de 1 ¼” (0,03175 m), que é o recomendado para tubos com diâmetro de 1”.

Através da equação 9 calcula-se o diâmetro do casco:

$$Dc = Dt \sqrt{Ntp} + (S - Dt) \times (Nt - 1) + 4S \quad (9)$$

Onde:

Dc= diâmetro do casco

Nt= número de tubos

Ntp= número de tubos do projeto, número mais próximo de Nt que seja quadrado perfeito

Dt= diâmetro do tubo

S= passo

Resolvendo a equação 9:

$$Dc = 0,0254 \sqrt{64} + (0,03175 - 0,0254) \times (65 - 1) + 4 \times 0,03175$$

$$Dc = 0,736 \text{ m}$$

1.8 Cálculo da área externa do casco (Aec)

Através da equação 10, utilizando o diâmetro do casco calcula-se a área externa do casco.

$$A_{ec} = L_t \times D_c \times \pi \quad (10)$$

Resolvendo a equação 10:

$$A_{ec} = 6,096 \times 0,736 \times \pi$$

$$A_{ec} = 14,095 \text{ m}^2$$

1.9 Cálculo do custo aproximado do projeto do trocador

Utilizando-se a equação 11 que calcula o Custo em dólares US gulfcoast para 2007 para o trocador de calor projetado, estima-se o custo:

$$C = 24000 + 46 \times A_{ec}^{1,2} \quad (11)$$

Resolvendo a equação 11:

$$C = 24000 + 46 \times (14,095)^{1,2}$$

$$C = \text{US\$ } 25100,616$$

$$F = 0,97$$

$$A' = 31,316 \text{ m}^2$$

$$N_t = 65 \text{ tubos}$$

$$N_{tp} = 64 \text{ tubos}$$

$$L_t = 6,096 \text{ m}$$

$$D_t = 0,0254 \text{ m}$$

$$S = 0,03175 \text{ m}$$

$$D_c = 0,736 \text{ m}$$

$$C = \text{US\$ } 25100,616$$

1.10 Temperatura e pressão de projeto

Por questão de segurança, soma-se um fator de 15-30°C à maior temperatura de operação para se obter a temperatura do projeto, a maior temperatura no processo é 1149°C, então a temperatura do projeto será 1179°C.

O mesmo se faz para encontrar a pressão do projeto, só que neste caso, soma-se 1,8 kg/cm² ou 10% da pressão de operação. A não ser que mesmo após a adição destes fatores o resultado dê menor que 3,5 kg/cm², neste caso

utiliza-se a pressão de 3,5 kg/cm². A maior pressão do processo é 2,721 kg/cm², a abordagem mais conservadora é adicionar 1,8 kg/cm². Então, a pressão de projeto será 4,521 kg/cm².

T_p= 1179°C

P_p=4,521 kg/cm²

1.11 Especificação do trocador

De acordo com o diagrama da figura 4, é possível escolher o tipo de trocador a ser utilizado no processo:

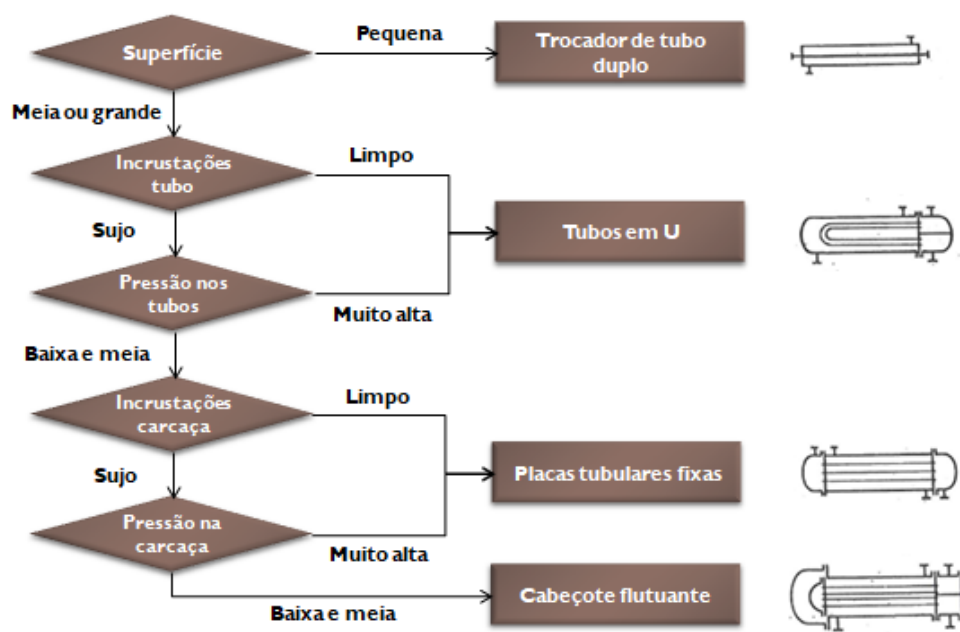


Figura 4: Diagrama para escolha do tipo de trocador de calor.

O trocador escolhido foi de casco e tubo com placas tubulares fixas. Com passe simples pela carcaça e duplo pelos tubos (1-2').

Tabela 6: ficha de especificação do trocador de calor.

ESPECIFICAÇÕES TROCADORES DE CALOR			
Número do equipamento		E-100	
Descrição		Resfriador	
Tipo de trocador (casco-tubo, placas, tubos concêntricos)		Casco tubo com placas fixas	
Para casco-tubo, definir o tipo TEMA		AES	
Disposição (horizontal/vertical)		horizontal	
Circulação (forçada, termosifão...)		natural	
Número de	Em série ou	1	série

carcaças estimadas	paralelo?					
CARACTERÍSTICAS DOS FLUIDOS E CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO						
Lado	CASCO/TUBO EXTERIOR/FLUÍDO FRÍO DO TROCADOR DE PLACAS			TUBO/TUBO INTERIOR/FLUÍDO QUENTE DO TROCADOR DE PLACAS		
	Entrada	Saída		Entrada	Saída	
Vazão total	82088,824		Kg/h	4575		Kg/h
Fração de vapor/gás	0	0		0	0,8058	
Vazão de vapor/gás	0	0	Kg/h	4575	3600	Kg/h
Vazão de líquido	82088,824	82088,824		0	974,5	
Temperatura	28	45	°C	1149	148,9	°C
Pressão	1,02	1,02	Kg/cm ² g	2,721	1,687	Kg/cm ² g
Perda de pressão permitida	-		Kg/cm ²	1,04		Kg/cm ²
Coefficiente individual de transmissão de calor	5700		Kcal / h m ² °C	125		Kcal / h m ² °C
Fator de deposição	0,003		h m ² °C/ kcal	0,0012		h m ² °C/ kcal
Coefficiente global de transmissão de calor	103,354					Kcal / h m ² °C
ΔT _{ml}	444,493					°C
F _T	0,97					
Calor trocado	0,001395510					GKcal/h
CONDIÇÕES DE PROJETO MECÂNICO						
Pressão de projeto	4,521					Kg/cm ² g
Temperatura de projeto	1179					°C
CARACTERÍSTICAS CONSTRUTIVAS DO TROCADOR						
Área de troca de calor			31,316		m ²	
Diâmetro dos tubos			1		polegadas	
Comprimento dos tubos			20		pés	
Espessura dos tubos			BWG12		BWG	
Espaçamento entre centro dos tubos			1 ¼		polegadas	
Tipo de disposição dos tubos (triangulas, triangular rotada, quadrangular, rômbrica)			quadrangular			

Diâmetro do casco	736	mm
-------------------	-----	----

1.12 Diagrama simplificado do processo

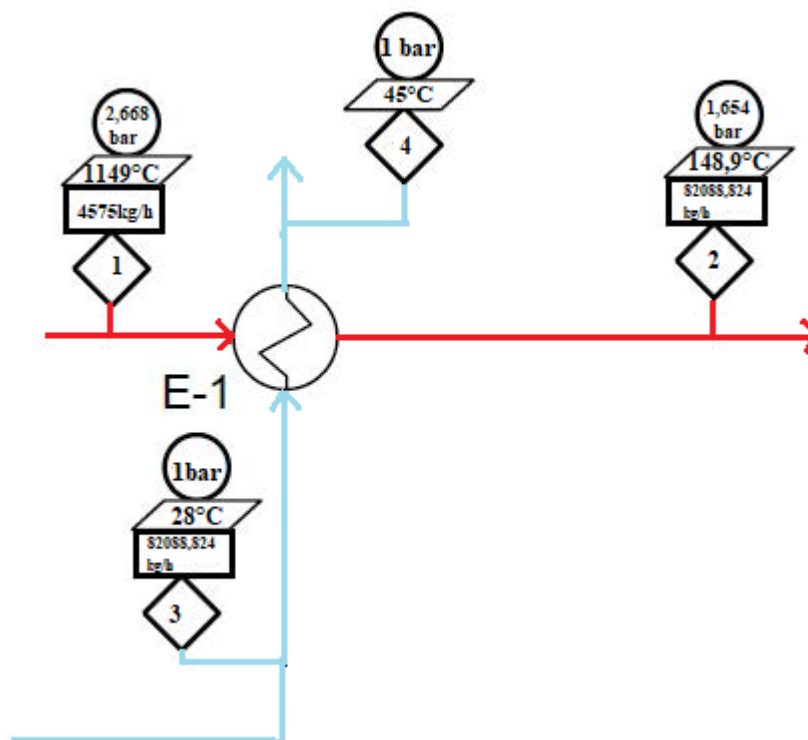


Figura 5: Diagrama do processo.

2. Projeto de Bomba Centrífuga

Deseja-se projetar uma bomba centrífuga para o sistema da figura 6. Todos os dados das correntes de material e as condições de operação do processo foram obtidos através do software *DWSIM*[®] e foram utilizados para os cálculos do projeto.

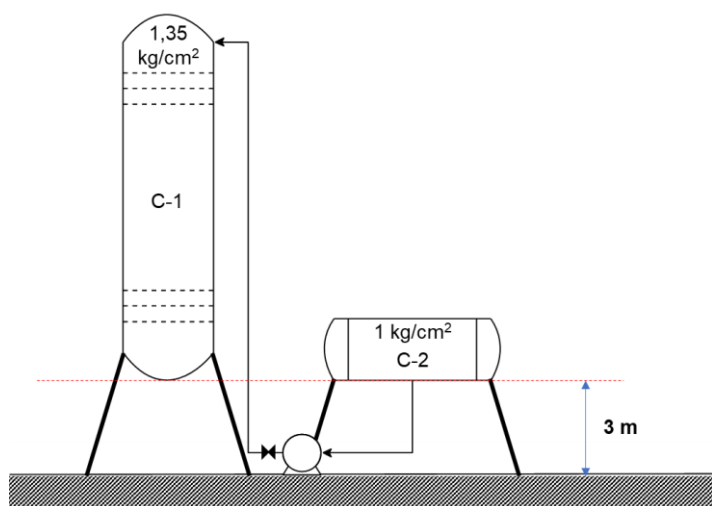


Figura 6: Fluxograma de processo utilizado para a simulação.

2.1 Cálculos do Projeto

A partir dos dados fornecidos foram preenchidas as fichas de especificação da bomba e das correntes de material. Para efeito de visualização, as fichas estão apresentadas na seção de anexos ao final do trabalho. O diagrama simplificado do processo se encontra na figura 7, onde as pressões de aspiração (P_{ASP}) e de impulsão (P_{IMP}) serão determinadas ao longo do projeto.

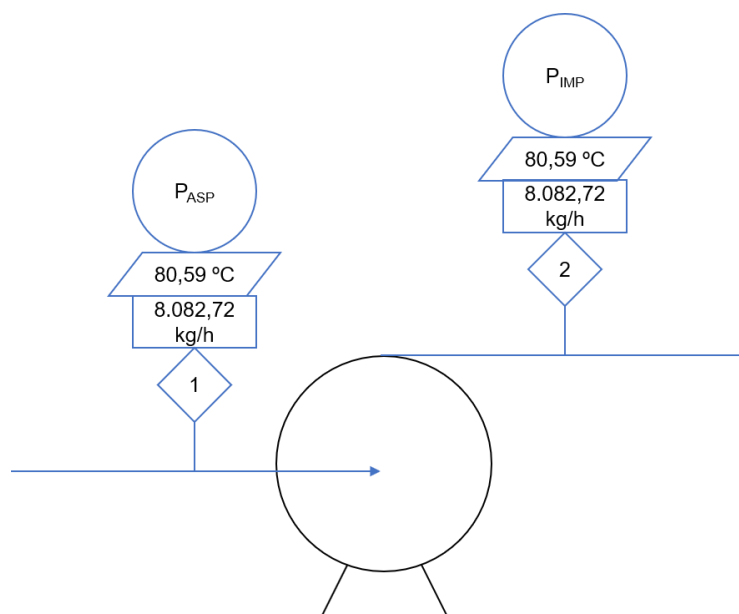


Figura 7: Diagrama simplificado de processo para a bomba centrífuga em estudo.

No processo do bombeamento da corrente ocorre apenas transferência de quantidade movimento, desse modo as composições e propriedades das correntes permanecem inalteradas durante o processo de bombeamento,

alterando-se assim apenas a pressão da corrente de saída. Para o preenchimento das fichas de verificação das correntes de material foram removidas as lacunas obsoletas (calor específico, tensão superficial e propriedades da fase vapor).

Para os cálculos das pressões tanto na aspiração quanto na impulsão, devem ser considerados as perdas de cargas devido ao atrito com as tubulações e outros equipamentos instalados, assim como a pressão que deve ser vencida para se impulsionar o líquido até o local desejado.

A perda de carga na tubulação é tida como uma função do comprimento do tubo, e este é calculado em função da altura entre: a saída do tanque pulmão e a entrada da bomba para o caso da aspiração, e entre a entrada do refluxo na coluna e a saída da bomba para a impulsão. Os diâmetros de entrada e saída dos tubos na bomba não serão projetados pois entra na área de projeto das tubulações. As equações 12 e 13 a seguir mostram respectivamente o cálculo do comprimento de tubo e da perda de carga na tubulação, onde:

- L é o comprimento total de tubo (m);
- H é a altura entre a bomba e o tanque/vaso (m);
- ΔP_{Tubo} é a perda de carga na tubulação ($kg/cm^2 g$);
- l_{wf} é a perda de carga específica por quilômetro de tubulação ($kg/cm^2 g/km$).

$$L = 1,3 \times H \quad (12)$$

$$\Delta P_{Tubo} = l_{wf} \times L \quad (13)$$

A pressão do líquido é calculada baseada no nível do líquido no tanque e na altura da coluna de líquido devido as diferenças de altura. Para tal cálculo a densidade do fluido é utilizada, assim como a gravidade. Para se tornar a comparação e análise das pressões mais intuitiva, se divide a pressão final pela gravidade para que a pressão seja expressa em termos da massa. A equação 14 descreve os procedimentos do cálculo já com conversão de unidades, onde:

- P_{liq} é a pressão exercida pela coluna de líquido ($kg/cm^2 g$);
- n é o nível do tanque/vaso (m);
- ρ é o peso específico do fluido (kg/m^3);
- g é a gravidade (m/s^2);

$$P_{líq} = \frac{\rho \times g \times (H+n)}{g \times 10^4} \quad (14)$$

Por fim, a pressão na aspiração e na impulsão é o saldo líquido entre as pressões do tanque/vaso, todas as pressões calculadas acima e outros equipamentos que gerem uma perda de carga. O cálculo se encontra na equação 4, onde o \mp se refere a aspiração e a impulsão respectivamente, e ainda:

- P_i é a pressão de aspiração/impulsão (kg/cm^2g);
- P_{Rec} é a pressão do tanque/vaso (kg/cm^2g);
- ΔP_{Inst} é a perda de carga de outros equipamentos (kg/cm^2g);

$$P_i = P_{Rec} + P_{líq} \mp (\Delta P_{Tubo} + \Delta P_{Inst}) \quad (15)$$

Os resultados das equações de 12 a 15 se encontram na Figura 8 abaixo.

Variáveis	Aspiração		Impulsão	
	Cálculo da Perda de Pressão na Tubulação			
	H	(m)	3	15,3
	L	(m)	3,9	19,89
	l_{wf}	$\left(\frac{kg}{cm^2g}\right)$	0,5	2
	ΔP_{Tubo}	$\left(\frac{kg}{cm^2g}\right)$	1,95 E-03	3,98 E-02
	Cálculo da Pressão da Coluna de Líquido e Carga Estática			
	ρ	$\left(\frac{kg}{m^3}\right)$	616,5	
	g	$\left(\frac{m}{s^2}\right)$	9,81	
	n	(m)	0,5	0
	$P_{Líq}$	$\left(\frac{kg}{cm^2g}\right)$	0,216	0,943
	Cálculo das Pressões de Operação da Bomba			
P_{Rec}	$\left(\frac{kg}{cm^2g}\right)$	1	1,35	
ΔP_{Inst}	$\left(\frac{kg}{cm^2g}\right)$	0	0,25	
P_i	$\left(\frac{kg}{cm^2g}\right)$	1,214	2,583	

Figura 8: Dados calculados para se obter as pressões de operação da bomba.

As pressões na aspiração e na impulsão calculadas vão depender apenas do sistema mecânico no qual a bomba está inserida, dessa maneira, independente de qual seja a vazão durante o processo, as pressões serão sempre as mesmas, assim como a variação de pressão na bomba. A vazão irá impactar somente na potência fornecida à bomba, que será visto mais à frente.

A variação de pressão na bomba é tida como a diferença entre a pressão de impulsão e a pressão de aspiração; e a carga estática ou altura diferencial é obtida se a pressão diferencial da bomba. As equações 16 e 17 mostram os cálculos para a variação de pressão e carga estática, nessa ordem.

$$\Delta P_{Bomba} = P_{Impulsão} - P_{Aspiração} \quad (16)$$

$$\Delta H = 10 \times \frac{\Delta P_{Bomba}}{\rho} \quad (17)$$

Outro valor muito importante para se projetar uma bomba é o cálculo do NPSH disponível. Sempre ao se projetar uma bomba deseja-se que o NPSH disponível seja maior que o NPSH requerido pela bomba, de modo a prevenir o fenômeno de cavitação dentro da mesma. Tal fenômeno ocorre quando a pressão de aspiração se torna menor que a pressão de vapor do fluido. A pressão de vapor do fluido em estudo é a própria pressão atmosférica, a qual deve ser convertida para kg/cm^2g para se realizarem os cálculos. Na equação 18 a seguir se encontra o cálculo do NPSH disponível.

$$NPSH = \frac{P_{Aspiração} - P_{Vapor}}{\rho} \times 10 \quad (18)$$

Para os cálculos das equações 17 e 18 se utiliza a densidade em g/cm^3 devido a unidade utilizada para a pressão. Os resultados das equações de 5 a 7 se encontram na tabela 7 abaixo.

Tabela 7: Resultados dos cálculos das equações de 16 a 18 para a operação da bomba.

$\Delta P_{Bomba} \left(\frac{kg}{cm^2g} \right)$	$\Delta H (m)$	$P_{Vapor} \left(\frac{kg}{cm^2g} \right)$	$NPSH (m)$
1,369	22,21	0,105	17,98

Para se realizar um projeto que de qualquer equipamento em uma indústria é necessário se levar em consideração situações adversas, como por exemplo o fechamento de uma válvula que deveria permanecer aberta, o que alteraria

as pressões e níveis dos equipamentos envolvidos. Dessa maneira, a pressão de *Shut-off* a pressão diferencial que a bomba sofre quando sua válvula posterior é fechada. Ela é calculada como uma margem de segurança/erro da pressão diferencial normal da bomba e se encontra na equação 19.

$$\Delta P_{Shut_off} = 1,2 \times \Delta P_{Bomba} \quad (19)$$

As pressões de operação também devem ser calculadas para valores adversos, sendo que a pressão de aspiração considera que o tanque anterior a mesma está cheio e operando em sua pressão de projeto. Como o tanque pulmão opera à pressão atmosférica, sua pressão de projeto é de $3,5 \text{ kg/cm}^2\text{g}$, e utilizando as equações de 12 a 15 podemos recalculer a pressão de aspiração para uma situação crítica. Já a pressão máxima de impulsão é a soma da pressão de *Shut-off* com a pressão máxima de aspiração como mostrado na equação 20.

$$P_{Impulsão_{máx}} = P_{Aspiração_{máx}} + \Delta P_{Shut_off} \quad (20)$$

Os valores para as situações críticas se encontram na tabela 8 abaixo.

Tabela 8: Análise das condições de operação críticas para o projeto da bomba. Pressões em $\text{kg/cm}^2\text{g}$.

$P_{Aspiração_{máx}}$	ΔP_{Shut_off}	$P_{Impulsão_{máx}}$
3,745	1,643	5,388

Para o projeto mecânico da bomba, se considera uma pressão e temperatura de projeto maiores do que as de operação, para em caso de falhas no processo a bomba ser capaz de resistir. Temos que para a temperatura de projeto se é adicionado 30°C à temperatura mais alta do sistema (método conservador), tendo uma temperatura de projeto de $110,59^\circ\text{C}$. E para a pressão, dado que quando se calculam as pressões máximas de aspiração e impulsão já se consideram os cenários críticos, temos como pressão de projeto a própria pressão máxima de impulsão; $5,388 \text{ kg/cm}^2\text{g}$.

Para o projeto da bomba também se levam em consideração as vazões de projeto e vazão mínima de operação, as quais correspondem a uma porcentagem da vazão de operação da bomba. Sendo a vazão mínima equivalente a 60% da vazão de operação, a vazão de projeto é considerada o dobro da vazão mínima ou 120% da vazão de operação.

A entalpia total da corrente de fluido é calculada multiplicando-se a entalpia molar pelo fluxo molar do próprio fluido. As frações mássicas podem ser obtidas por diversas formas, sendo as mais ágeis:

- Utilização das frações molares em conjunto com o fluxo molar, para se descobrir a vazão mássica de cada componente, e posteriormente dividi-los pela vazão mássica total;
- E utilização da relação entre a fração molar de cada componente e suas respectivas massas molares, dividindo essa massa molar ponderada pela massa molar do fluido.

A entalpia total e as frações mássicas se encontram na tabela 9 a seguir.

Tabela 9: Valores de entalpia total e frações mássicas do fluido em estudo.

Entalpia Total (kcal/h)	Frações Mássicas	
-452.938,62	N-Hexano	0,495
	N-Heptano	0,489
	N-Octano	0,016

Por fim, o último parâmetro de projeto de uma bomba é a sua potência elétrica consumida. Para calculá-la é necessário se determinar antes a potência absorvida pelo fluido, e com base na eficiência hidráulica da bomba em transferir a energia para o fluido é possível se encontrar a potência hidráulica. Com esta em mãos e a eficiência do motor da bomba se determina a potência fornecida ao motor. Estas operações se encontram nas equações de 21 a 23, respectivamente.

$$Pot_{Absorvida} (kW) = \frac{Q_{Projeto} \left(\frac{m^3}{h} \right) \times \Delta P_{Shutoff} \left(\frac{kg}{cm^2 \cdot g} \right)}{27,4} \times 0,736 \quad (21)$$

$$Pot_{Hidráulica} = \frac{Pot_{Absorvida}}{\eta_{Hidráulica}} \quad (22)$$

$$Pot_{Motor} = \frac{Pot_{Hidráulica}}{\eta_{Motor}} \quad (23)$$

Para se calcular o valor da potência do motor, se assumem as condições críticas, sendo elas a vazão de projeto e a maior pressão diferencial da bomba (*Shut-off*). Se utilizam as condições críticas para garantir o correto funcionamento da bomba em qualquer condição de operação do processo.

As eficiências, hidráulica e do motor, são consideradas como 0,3 e 0,85 respectivamente, uma vez que não se tem os diâmetros das tubulações para se utilizar as curvas características da bomba, e a vazão não é muito grande. Estas eficiências consideram que devido ao baixo volume de fluido, a bomba tem uma maior dificuldade em transferir energia para o fluido e o motor acaba se desgastando mais, perdendo mais energia em forma de calor.

Os valores utilizados nos cálculos e os obtidos para cada uma das potências se encontram na tabela 10 a seguir.

Tabela 10: Estimação da potência do motor da bomba na vazão de projeto.

$Q_{Projeto} \left(\frac{m^3}{h} \right)$	Potências (kW)		
	<i>Absorvida</i>	<i>Hidráulica</i>	<i>Elétrica</i>
15,73	0,69	2,31	2,72

2.2 Anexos

Anexo 1: Ficha de especificação da corrente de entrada da bomba.

CORRENTES MATERIAIS		
Número de corrente	MSTR-01	
Descrição	Corrente de entrada da bomba	
Pressão	1,214	kg/cm2 g
Temperatura	80,59	°C
Vazão mássica	8082,72	kg/h
Vazão molar	87,01	kmol/h
Entalpia total	-452938,62	kcal/h
Fração de sólidos	0	
Fração de vapor	0	
PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA		
Vazão volumétrica @P e T de operação	13,11	m3/h
Peso molecular	92,89	kg/kmol
Densidade	616,51	kg/m3
Viscosidade	0,210	cP
Condutividade térmica	0,104	W/m.°C
COMPOSIÇÃO		
Componente	Fração molar	Fração mássica
N-hexano	0,534	0,495
N-heptano	0,453	0,489
N-octano	0,013	0,016

Anexo 2 :Ficha de especificação da corrente de saída da bomba.

CORRENTES MATERIAIS		
Número de corrente	MSTR-02	
Descrição	Corrente de saída da bomba	
Pressão	2,583	kg/cm2 g
Temperatura	80,59	°C
Vazão mássica	8082,72	kg/h
Vazão molar	87,01	kmol/h
Entalpia total	-452938,62	kcal/h
Fração de sólidos	0	
Fração de vapor	0	
PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA		
Vazão volumétrica @P e T de operação	13,11	m3/h
Peso molecular	92,89	kg/kmol
Densidade	616,51	kg/m3
Viscosidade	0,20984	cP
Condutividade térmica	0,104	W/m.°C
COMPOSIÇÃO		
Componente	Fração molar	Fração mássica
N-hexano	0,534	0,495
N-heptano	0,453	0,489

N-octano	0,013	0,016
-----------------	-------	-------

Anexo 3: Ficha de especificação da bomba projetada.

ESPECIFICAÇÕES BOMBAS				
Identificação do equipamento		Operação		Reserva
Descrição		Bomba para circulação do refluxo da torre C1		
Número de bombas		01a		01b
Tipo de bomba		Centrífuga		
Funcionamento		Contínuo		Contínuo
CARACTERÍSTICAS DOS FLUIDOS E CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO				
PARTE DA BOMBA		Aspiração		Impulsão
Vazão volumétrica de operação		13,1		m3/h
Pressão		1,214	kg/cm2 g	2,583 kg/cm2 g
Temperatura		80,59	°C	80,59 °C
Densidade		616,51	kg/m3	616,51 kg/m3
Viscosidade		0,210	cP	0,210 cP
Pressão de vapor		0,105	kg/cm2 g	0,105 kg/cm2 g
CARACTÉRISTICAS DE PROJETO DA BOMBA				
Vazão de projeto (110 ou 120% da vazão de operação)			15,73	m3/h
Vazão mínima de processo (60% da vazão de operação)			7,87	
Pressão na aspiração na vazão de projeto			1,214	kg/cm2 g
Pressão na impulsão na vazão de projeto			2,583	
Pressão diferencial			1,369	kg/cm2
Altura diferencial			22,21	m
NPSH disponível			17,98	m
Máxima pressão diferencial a impulsão fechada			1,643	kg/cm2
Pressão máxima na aspiração			3,745	kg/cm2 g
Pressão máxima na impulsão			5,388	
Diâmetro da tubulação aspiração/impulsão			-	- polegadas
CONDIÇÕES DE PROJETO MECÂNICO				
Pressão de projeto		5,388		kg/cm2 g
Temperatura de projeto		110,59		°C
CARACTERÍSTICAS DE ACIONAMENTO				
Potência elétrica a vazão de projeto		2,72		kW

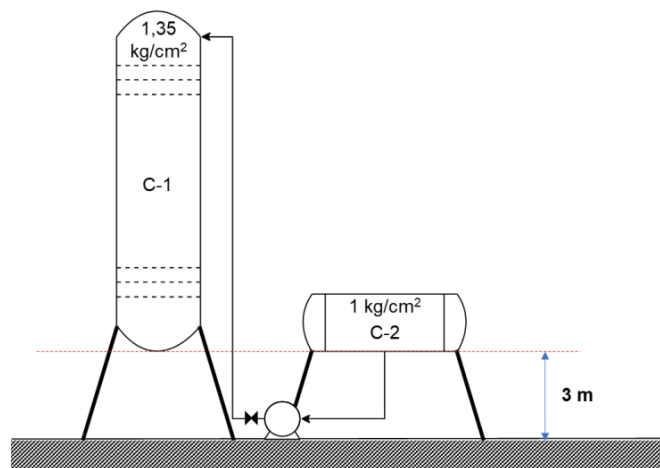


Figura 9: Esquema do sistema de bombeamento.

3. Instrumentação e Controle

Dado uma unidade de separação de n-hexano, n-heptano e n-octano, utilizando diagramas do processo, definiu-se locais dos diferentes instrumentos de vazão, temperatura, pressão e nível, assim como o locais dos controladores dessas variáveis e das válvulas de controle correspondentes. Além disso, foi preenchido as folhas de especificação correspondentes a estes acessórios de planta química.

3.1 Diagrama de Processo – Identificação das Correntes

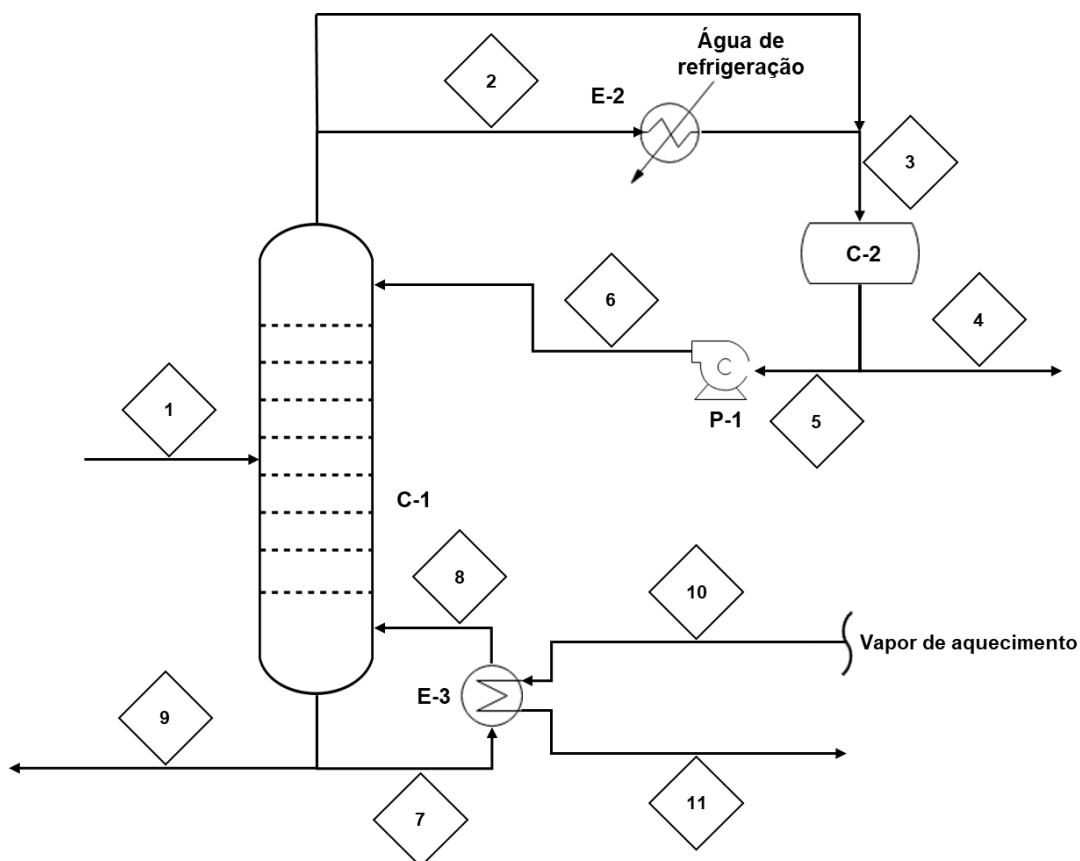


Figura 10: Diagrama de Identificação das correntes.

3.2 Diagrama De Processo – Instrumentação e Controle

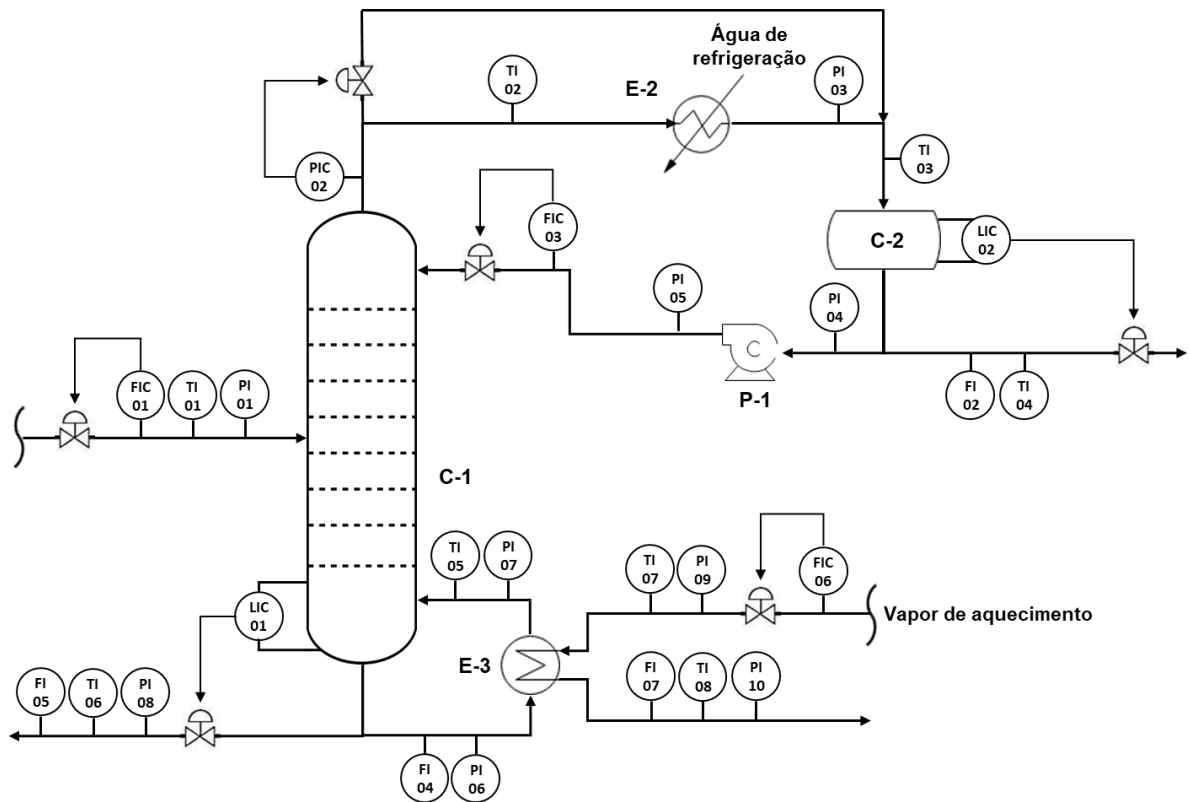


Figura 11: Diagrama de Instrumentação e Controle.

3.3 Fichas de Especificação - Instrumentos e Laços de Controle

Anexo 4: Ficha de Especificação instrumentos de vazão.

ESPECIFICAÇÕES INSTRUMENTOS DE VAZÃO			
Identificação	Localização (núm. da tubulação)	Fase (L, G ou M)	Vazão normal / kg/h
FIC-01	1	M	-
FI-02	4	L	-
FIC-03	6	L	-
FI-04	7	L	-
FI-05	9	L	-
FIC-06	10	G	-
FI-07	11	M	-

Anexo 5: Ficha de Especificação instrumentos de nível.

ESPECIFICAÇÕES INSTRUMENTOS DE NÍVEL			
Identificação	Localização (núm. do vaso)	Tipo de interface (L-L ou L-V/G)	Nível normal / mm
LIC-01	C-1	L-V	-
LIC-02	C-2	L-V	-

Anexo 6: Ficha de Especificação instrumentos de temperatura.

ESPECIFICAÇÕES INSTRUMENTOS DE TEMPERATURA			
Identificação	Localização (núm. da tubulação ou vaso)	Fase (L, G ou M)	Temperatura normal / °C
TI-01	1	M	-
TI-02	2	G	-
TI-03	3	L	-
TI-04	4	L	-
TI-05	8	G	-
TI-06	9	L	-
TI-07	10	G	-
TI-08	11	M	-

Anexo 7: Ficha de Especificação instrumentos de pressão.

ESPECIFICAÇÕES INSTRUMENTOS DE PRESSÃO			
Identificação	Localização (núm. da tubulação ou vaso)	Fase (L, G ou M)	Pressão normal / kg/cm ² g
PI-01	1	M	-
PIC-02	2	G	-
PI-03	3	L	-
PI-04	5	L	-
PI-05	6	L	-
PI-06	7	L	-
PI-07	8	G	-
PI-08	9	L	-

PI-09	10	G	-
PI-10	11	M	-

Anexo 8: Ficha de Especificação laços de controle.

ESPECIFICAÇÕES LAÇOS DE CONTROLE			
Identificação no diagrama mecânico	Localização (número da tubulação ou vaso)	Descrição da ação	Elementos vinculados (medidor, controle, acionador e válvula de controle)
FIC-01	1	Controle de vazão de entrada à torre de destilação fracionada	Medidor de vazão Controlador de vazão Transdutor elétrico/pneumático Válvula de controle
PIC-02	2	Controle de pressão no topo da torre de destilação fracionada	Medidor de pressão Controlador de pressão Transdutor elétrico/pneumático Válvula de controle
LIC-02	C-2	Controle de nível no tanque pulmão	Medidor de nível Controlador de nível Transdutor elétrico/pneumático Válvula de controle
FIC-03	6	Controle da vazão do refluxo da torre de destilação fracionada	Medidor de vazão Controlador de vazão Transdutor elétrico/pneumático Válvula de controle
FIC-06	10	Controle da vazão da entrada de vapor de aquecimento no refeedor	Medidor de vazão Controlador de vazão Transdutor elétrico/pneumático Válvula de controle
LIC-01	C-1	Controle de nível da torre de destilação fracionada	Medidor de nível Controlador de nível Transdutor elétrico/pneumático Válvula de controle